



化工原理课程设计

—二元连续精馏塔的工艺设计

中北大学化工与环境学院

主讲教师：袁志国

0351-3921986 57559139@qq.com

2013年12月11日8时34分

设计说明



指导教师及其联系方式

张立新副教授 15110329228 柳来栓副教授 13834565576

袁志国副教授 13934534838 李军平副教授 13513631160

贾广信副教授 13834167909 申红艳讲师 13485331653

设计地点：中北大学

设计题目：每人一个题目。

设计时间：第16周～第17周（12月9日～12月20日）

学号	姓名	课程设计题目	原料组成	处理量 万吨/年	进料 状态	x_D %mol	x_W %mol
11040 54101		分离 乙醇-水混合物的精馏塔设计	乙醇37% (mol)	2.3		83.2	2.2 2



课程设计的地位、作用 and 任务

化工原理课程设计是化工原理教学的一个重要环节，是综合应用本门课程和有关先修课程所学知识，完成以某一单元操作为主的一次设计实践。通过课程设计，培养同学们的独立工作能力，树立正确的设计思想和实事求是、严肃认真的工作作风。

3

课程设计的目的



通过课程设计，培养和训练如下几方面的能力：

- (1) 查阅资料，使用有关手册、图表和收集合适的的数据及正确选用计算公式的能力；
- (2) 正确选择设计参数，具有从技术上可行和经济上合理两方面分析问题的工程观点和能力；
- (3) 正确、迅速地进行主要设备及某些辅助设备设计、计算和选择的能力；
- (4) 掌握化工设计的基本程序和方法，具有用简洁的文字和适当的图表来表达自己设计思想的能力。

4

课程设计的要求



1. 设计方案的选定 对给定或选定的工艺流程、主要设备的型式进行简要的论述；

2. 工艺设计与计算 选定工艺参数，物料衡算，热量衡算，单元操作的工艺计算并绘制相应的工艺流程图，标出物流量及主要测量点；▶▶

3. 设备设计 设备的结构设计和工艺尺寸的设计计算，并绘制主体设备的加工简图。图面应包括设备的主要尺寸和参数（塔高，直径，塔板数，接管表等）；

4. 辅助设备选型 典型辅助设备主要工艺尺寸的计算，设备规格、型号的选定；

5. 撰写设计说明书和绘制相关图。

5

第一部分 二元连续精馏工艺的设计

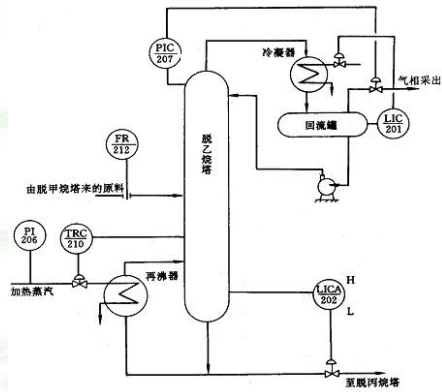


一、精馏方案的选择与论证

1. 精馏原理和特点；
2. 精馏方式的选择；
3. 操作压力的选取；
4. 进料方式的选取；
5. 塔的选取(主要是指塔的类型，如筛板塔、浮阀塔、泡罩塔、填料塔等)；
6. 综上绘制带控制点的工艺流程图。

6

带控制的管道及仪表流程图 (PID图)

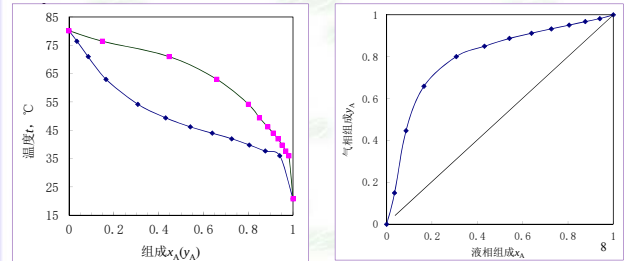


第一部分 二元连续精馏工艺的设计

二、精馏塔的工艺设计

1. 物性数据的查取、收集、整理及计算

(1) 查二元物系的 $t \sim x \sim y$ 数据，并作出相应的



第一部分 二元连续精馏工艺的设计

二、精馏塔的工艺设计

1. 物性数据的查取、收集、整理及计算

(1) 查二元物系的 $t \sim x \sim y$ 数据，并作出相应的相图；

(2) 确定塔顶、进料处、塔底的物料组成、温度、饱和蒸汽压、相对挥发度；

(3) 查取精馏段和提馏段的相关物性数据，如密度、粘度、表面张力等，列出表格；

(4) 混合物的物性数据计算。

9

第一部分 二元连续精馏工艺的设计

二、精馏塔的工艺设计

1. 物性数据的查取、收集、整理及计算

(4) 混合物的物性数据计算。

① 精馏段 质量流率、汽-液相浓度、密度、体积流率、粘度、表面张力等。

② 提馏段

10

第一部分 二元连续精馏工艺的设计

二、精馏塔的工艺设计

2. 物料衡算

(1) 求取 D 、 W ；

(2) 确定回收率 η ；

(3) 最小回流比 $R_{\min}$ ；

(4) 操作回流比；

(5) 塔内汽液两相流量。

11

第一部分 二元连续精馏工艺的设计

二、精馏塔的工艺设计

3. 塔板数的求取

(1) 捷算法或逐板计算

(2) 塔板效率估算

(3) 实际塔板数及实际加料位置的确定

① 全塔板数；

② 精馏段的塔板数；

12

第一部分 二元连续精馏工艺的设计

三、精馏塔的结构设计



13

第一部分 二元连续精馏工艺的设计

三、精馏塔的结构设计

1. 精馏段

- (1) 列出所需物性参数;
- (2) 塔径估算; ▼
- (3) 塔板布置(指筛孔或浮阀数目和排列)及板上流型; ▼
- (4) 溢流装置; ▼
- (5) 流动水力学验算。

- ① 气体通过塔板压力降; ② 降液管液面高度;
- ③ 雾沫夹带; ④ 漏液和液泛;
- ⑤ 负荷性能图。 ▼

14

塔径的计算

溢流式塔板的塔截面分为两个部分:

气体流通截面和降液管所占截面(液体下流截面)。

$$A_T = A' + A_f \quad \text{或} \quad \frac{A_f}{A_T} = 1 - \frac{A'}{A_T} \quad \begin{array}{l} A_T - \text{塔板总截面积, } A' - \text{气体} \\ \text{流通截面, } A_f - \text{降液管截面积} \end{array}$$

求 A' 得与 A_f/A_T 后, 即可求得 A_T , 而塔径 $D = \sqrt{\frac{4A_T}{\pi \cdot u}}$

A' 的计算

设适宜气速为 u' , 当体积流量为 V_s 时, $A' = V_s / u'$ 。求 A' 的关键在于确定流通截面面积上的适宜气速 u' 。

塔板的计算中, 通常是以夹带液泛发生的气速(泛点气速)作为上限。一般取 $u' = (0.6 \sim 0.85) u_f$

15

液泛气速 u_f : 在重力场中悬浮于气流中的液滴所受的合力为零时的气速。

当 $u > u_f$ 时, 液滴将被气流带出。对直径为 d_p 的液滴

$$\frac{\pi}{6} d_p^3 (\rho_L - u_f) = \sqrt{\frac{4d_p g}{3\zeta}} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

—— 索德尔斯和布朗 (Souders and Brown) 公式

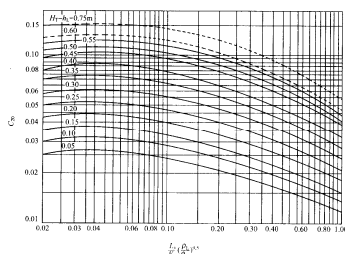
ρ_L 、 ρ_V —— 气、液相的密度, kg/m^3 ;

ζ —— 阻力系数;

C —— 气体负荷因子, m/s 。

C 取决于 d_p 和 ζ 。因气泡破裂形成的液滴的直径和阻力系数都难以确定, 故 C 需由实验确定。实验表明, C 值与气、液流量及密度、板上液滴沉降高度以及液体的表面张力有关

史密斯 (Smith, R. B) 关系曲线



$H_T - h_L$: 液滴沉降高度, H_T 可根据塔径选取, h_L 为板上清液层高度, 若忽略板上液面落差

$$h_L = h_w + h_{ow}$$

常压塔 $h_L = 50 \sim 100 \text{ mm}$;

减压塔 $h_L = 25 \sim 30 \text{ mm}$ 。

注意: 液相表面张力 $\sigma = 2 \times 10^{-2} \text{ N/m}$

若实际液相表面张力不同, 按下式校正 $\frac{C_{\sigma}}{C_{20}} = \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2}$

$$u_f = C_{20} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5} \rightarrow u', A'$$

17

A_f/A_T : 降液管面积与塔截面积之比, 与液体溢流形式有关。

求取方法:

(1) 按 D 和液体流量选取溢流形式, 由溢流形式确定堰长 l_w 与 D 的比值。

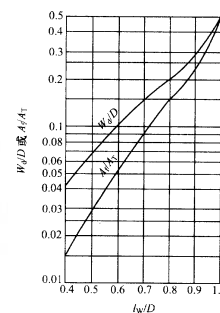
单流型: $l_w/D = 0.6 \sim 0.8$

双流型: $l_w/D = 0.5 \sim 0.7$

易起泡物系 l_w/D 可高一些, 以保证液体在降液管中的停留时间。

(2) 由选定的 l_w/D 值查图得 A_f/A_T 。

(3) 由确定的 A' 与 A_f/A_T 求得塔板面积 A_T 和塔径 D , 并进行圆整。



18



注意：塔高和塔径 D 的计算涉及的参数 $(H_T、h_L、l_w/D)$ 是按经验数据在一定范围选取的，故所得塔高和 D 是初估值，需根据后面介绍的流体力学原则进行校核。

19

塔板布置



鼓泡区：取决于所需浮阀数与排列；

溢流区：与所选溢流装置类型有关。

上两区均需根据塔板上的流体力学状况进行专门计算。

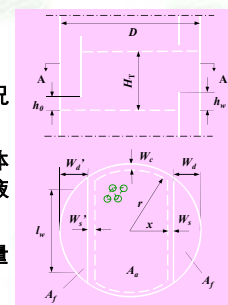
进口安定区(分布区)：保证进塔板液体的平稳均匀分布，也防止气体窜入降液管。 $W_s' = 50 \sim 100 \text{ mm}$ 。

出口安定区(脱气区)：避免降液管大量气泡夹带。 $W_s = 70 \sim 100 \text{ mm}$ 。

边缘区：塔板支撑件塔板连接。

$D < 2.5 \text{ m}$ $W_c = 50 \text{ mm}$; $D > 2.5 \text{ m}$ $W_c \geq 60 \text{ mm}$ 。

$D < 800 \text{ mm}$ 整块式塔板; $D > 900 \text{ mm}$ 分块式塔板。

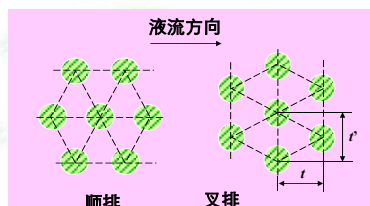


20

浮阀的数目与排列



浮阀在塔板上常按三角形排列，可顺排或叉排。



等腰三角形叉排可使相邻的浮阀容易吹开，鼓泡更均匀。通常将同一横排的阀孔中心距定为 75 mm ，而相邻两排间的距离可取 $65、80、100 \text{ mm}$ 等几种规格。

若鼓泡区面积为 A_a ，则一个阀孔的鼓泡面积 A_a/N 约为 $t \times t'$ ，故有

$$t = \frac{A_a/N}{t'}$$

21

溢流装置



溢流装置：由降液管、溢流堰和受液盘组成。

降液管：连通塔板间液体的通道，也是供溢流中所夹带的气体分离的场所。常见的有弓形、圆形和矩形降液管

弓形降液管：有较大容积，能充分利用塔板面积，一般塔径大于 800 mm 的大塔均采用弓形。

降液管的布置确定了液体在塔板上的流经以及液体的溢流形式。液体在塔板上的流经越长，气液接触时间就越长，有利于提高塔板效率；但是液面落差也随之加大，不利于气体均匀分布，使板效率降低。

溢流形式的选择：根据塔径及流体流量等条件全面考虑。

$D < 2.0 \text{ m}$ 单溢流式

$D > 2.0 \text{ m}$ 双溢流式或阶梯流式

22

溢流装置



降液管的类型与溢流方式

降液管：圆形，弓形

降液管的布置：U型流，单溢流，双溢流，阶梯式双溢流

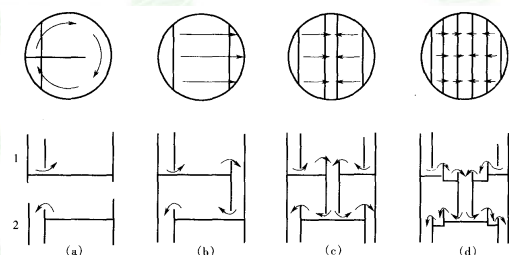


图 3-6 塔板溢流类型

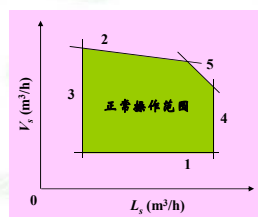
(a) U 形流 (b) 单溢流 (c) 双溢流 (d) 阶梯式双溢流

23

负荷性能图及操作弹性



- 为一定任务设计的塔板，在一定气、液相负荷范围内才能实现良好的气、液流动与接触状态，有高的板效率。
- 当气、液相负荷超出此范围，不仅塔板的分离效率大大降低，甚至塔的稳定操作也将难以维持。
- 有必要对已设计的塔确定出其气、液相操作范围。



1. 漏液线(气相负荷下限线)
2. 过量液沫夹带线(气相负荷上限线)
3. 液相负荷下限线
4. 液相负荷上限线
5. 溢流液泛线

24

漏液线 (气相负荷下限线)

操作时防止塔板发生严重漏液现象所允许的最小气体负荷。塔板漏液与阀孔气速直接相关, 故可用其大小作为判据。

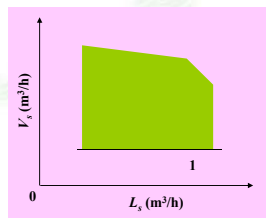
对 F1 型重阀取阀孔动能因子 $F_0=5$ 时的气体负荷为操作的下限值:

$$u_0 = \frac{F_0}{\sqrt{\rho_v}} = \frac{5}{\sqrt{\rho_v}}$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} d_0^2 N \cdot u_0 = \frac{5\pi d_0^2 N}{4\sqrt{\rho_v}}$$

式中, d_0 、 N 、 ρ_v 均为已知数, 故由此式求出的气体负荷 V_s 的下限在负荷性能图 (V_s - L_s 图) 中为一水平线。

25

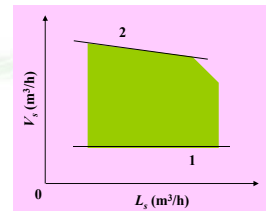


过量液沫夹带线 (气相负荷上限线)

控制液沫夹带量 e_v 不大于最大允许值的气体负荷上限。将与 $e_v=0.1$ (kg液体/kg气体) 相对应的泛点率 F_l (如 $D>0.8$ m 的大塔, 取 $F_l=70\%$) 代入下式后所得的 V_s - L_s 关系式作图而得。

$$F_l = \frac{V_s \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v}} + 1.36 L_s Z_L}{K C_F A_b} \times 100\%$$

此线与横轴并不完全平行, 可见发生液沫夹带现象与液相负荷 L_s 也有一定关系, 但主要取决于气体负荷。



26

液相负荷下限线

此线为保证塔板上液体流动时能均匀分布所需的最小液量。对平顶直堰, 取 $h_{ow}=6$ mm 作为液相负荷下限的标准。

$$h_{ow} = 0.006 = \frac{2.84}{1000} E \left(\frac{L_s}{l_w} \right)^{2/3}$$

E, l_w 已知, 为一垂直线。

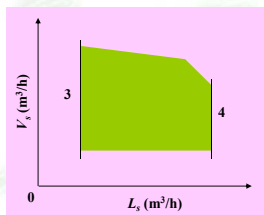
液相负荷上限线

也称气泡夹带线, 由液体在降液管中所需的最小停留时间决定

$$L_s = \frac{H_T A_f}{\tau}$$

不易起泡的物系: 3s, 易起泡物系: 5s。为一垂直线。

27



溢流液泛线

降液管中泡沫层高度达最大允许值时的气量与液量的关系

$$H'_d = \frac{H_d}{\phi} < H_T + h_w$$

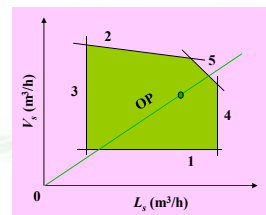
$$H_d = h_w + h_{ow} + \Delta + h_f + h_{\pi}$$

由上述 5 条线所包围的区域即一定物系在一定的结构尺寸下的塔板上的正常操作区。在此区域内, 气、液两相流率的变化对塔板效率的影响不大。

塔板的设计点及操作点都必须在正常操作区内, 才能获得较高的塔板效率。

对于一定气液比的操作过程, V_s/L_s 为一定值, 故塔板的操作线在图上为以 V_s/L_s 为斜率过原点 o 的直线。

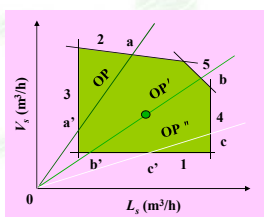
28



操作弹性

塔板的操作弹性: 上、下操作极限点的气体流量之比。

对一定结构尺寸的塔板, 采用不同气液比时控制塔的操作弹性与生产能力的因素均可能不同。



OP 线 (高气液比):
上限 a (过量液沫夹带)
下限 a' (低液层)
OP' 线 (较高气液比):
上限 b (溢流液泛)
下限 b' (漏液)
OP'' 线 (低气液比):
上限 c (气泡夹带)
下限 c' (漏液)

塔板的设计点应落在负荷性能图的适中位置, 使塔具有相当的抗负荷波动的能力, 保证塔的良好稳定操作。

29

第一部分 二元连续精馏工艺的设计

三、精馏塔的结构设计

2. 提馏段

- (1) 列出所需物性参数;
- (2) 塔径估算;
- (3) 塔板布置 (指筛孔或浮阀数目和排列) 及板上流型;
- (4) 溢流装置;
- (5) 流动水力学验算。

- ① 气体通过塔板压力降;
- ② 降液管液面高度;
- ③ 雾沫夹带;
- ④ 漏液和液泛;
- ⑤ 负荷性能图。

30

第一部分 二元连续精馏工艺的设计

四、塔的整体结构设计

1. 精馏塔的材料选取
2. 板间距
3. 塔高的计算
4. 封头
5. 除沫器
6. 裙座

31

第一部分 二元连续精馏工艺的设计

五、塔的附属设备

塔接管的主要尺寸

- (1) 塔顶蒸汽管管径；
- (2) 塔顶回流管管径；
- (3) 进料管管径；
- (4) 塔釜出料管管径；
- (5) 再沸器回流管管径。

32

第二部分 设计说明书内容

1. 标题页
2. 设计任务书
3. 目录
4. 设计方案简介
5. 工艺流程草图及说明
6. 工艺计算及主体设备设计
7. 辅助设备的计算及选型
8. 设计结果概要或设计一览表
9. 对本设计的评述（总结）
10. 附图（工艺流程简图，主体设备工艺条件图）
11. 参考文献

33

主要参考书

1. 化工原理上下册；
2. 化学工程手册，第一篇和第十五篇；
3. 化工工艺设计手册
4. 化工物性数据算图
5. 化工物性数据手册
6. 化工制图
7. 化工原理课程设计
8. 化工设备机械基础
9. 化工容器设计及设备简明设计手册

34